



TUGAS AKHIR - TF 141581

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA GAS
SCRUBBER V-222 PT.PERTAMINA HULU
ENERGI WEST MADURA OFFSHORE**

ILHAM RIMSKY YAHYA
NRP 2412 100 105

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.

JURUSAN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016



FINAL PROJECT - TF 141581

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY BY
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS METHOD
TO GAS SCRUBBER V-222 PT. PERTAMINA
HULU ENERGI WEST MADURA OFFSHORE**

ILHAM RIMSKY YAHYA
NRP 2412 100 105

Supervisor
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.

ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA GAS
SCRUBBER V-222 PT. PERTAMINA HULU ENERGI
WEST MADURA OFFSHORE**

TUGAS AKHIR

OLEH

Her
ILHAM RIMSKY YAHYA

NRP. 2412 100 105

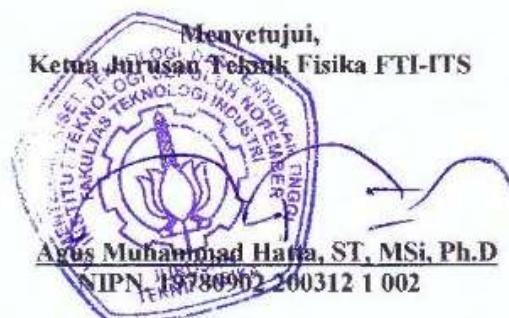
Surabaya, 8 Juni 2016

**Mengetahui,
Dosen Pembimbing**

Dony

**Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.
NIP: 19600901 198701 1 001**

**Mequyetuji,
Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS**



**Agus Muhammad Hatta, ST, MSi, Ph.D
NIPN. 19780902 200312 1 002**

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA GAS
SCRUBBER V-222 PT. PERTAMINA HULU ENERGI
WEST MADURA OFFSHORE**

TUGAS AKHIR

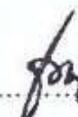
Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

ILHAM RIMSKY YAHYA
NRP. 2412 100 105

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.
2. Dr. Ir. Syamsul Arifin, MT
3. Ir. Yaumar, MT
4. Andi Rahmadiansah, ST, MT

 (Pembimbing I)
 (Penguji I)
 (Penguji II)
 (Penguji III)

SURABAYA
Juni, 2016

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY BERBASIS LAYER
OF PROTECTION ANALYSIS PADA GAS SCRUBBER V-
222 PT.PERTAMINA HULU ENERGI WEST MADURA
OFFSHORE**

Nama Mahasiswa : ILHAM RIMSKY YAHYA
NRP : 2412 100 105
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing: Dr.Ir.Ali Musyafa', M.Sc.

Abstrak

Safety merupakan keutamaan dalam menjalankan kegiatan produksi pada industri. Keamanan dalam pabrik perlu diperhatikan terutama terhadap *node study* dengan tekanan tinggi seperti *gas scrubber*. Pada penelitian tugas akhir ini dilakukan analisis untuk mengetahui peluang risiko bahaya yang bisa terjadi pada *gas scrubber*. Besarnya risiko bahaya harus diimbangi dengan adanya sistem pengamanan (SIS). Sistem *gas scrubber* dianalisa resiko bahaya dengan metode HAZOP serta dihitung tingkat keamanan SIL melalui metode LOPA. Berdasarkan penelitian yang dilakukan pada tugas akhir ini, *gas scrubber* memiliki risiko bahaya tinggi (*high risk*) pada komponen PT-222, PT-221, dan FT-221. Tingkat keamanan *gas scrubber* tergolong SIL 0 dengan masing-masing *pfd* pada *SIf* adalah 0,39 pada *FCV-221*, 0,55 pada *SDV-221*, 0,45 pada *LCV-222*, dan 0,45 pada *BDV-222*. Sehingga dilakukan rekomendasi dengan metode LOPA untuk manambahkan BPCS pada pengendalian *pressure* dan ALARM HH LL pada pengendalian *flow* dan *level* .

Kata Kunci: *Gas Scrubber, safety, SIS,SIF, LOPA, SIL*

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY BY LAYER OF
PROTECTION ANALYSIS METHOD TO GAS SCRUBBER
V-222 PT.PERTAMINA HULU ENERGI WEST MADURA
OFFSHORE**

Name : ILHAM RIMSKY YAHYA
NRP : 2412 100 105
Department : Engineering Physics FTI-ITS
Supervisor : Dr.Ir.Ali Musyafa', M.Sc.

Abstract

Safety is a virtue in carrying out production activities in an industry. Safety for plant system need to be considered, especially against high pressure node such as gas scrubber. In this research hazard is analyzed to determine risks that could happen to gas scrubber. Risk of harm must be followed by the safety instrumented system (SIS). The system of gas scrubber is analyzed by HAZOP and the SIL calculated with the LOPA method. Based on this final project, superheat burner has a high risk category for instruments PT-221, PT-222, and FT-221. Safety integrity level of gas scrubber classified SIL 0 with each pfd on SIF are 0,39 on FCV-221, 0,55 on SDV-221, 0,45 on LCV-222, and 0,45 on BDV-222., so it needs to recommendate to install BPCS on pressure control, and ALARM HH LL on flow and level control.

Keyword: *gas scrubber, safety, SIS, SIF,LOPA, SIL*

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji dan syukur senantiasa terpanjatkan kepada Allah SWT yang telah memberi berkat dan rahmatnya. Atas petunjuk, dan karunia-Nya penulis telah melaksanakan tugas akhir periode genap tahun ajaran 2015/2016 sampai dengan menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA GAS
SCRUBBER V-222 PT.PERTAMINA HULU ENERGI WEST
MADURA OFFSHORE***

Laporan Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat memenuhi mata kuliah TF 141581 Tugas Akhir pada Jurusan Teknik Fisika, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Selama pelaksanakan dan penyusunan laporan tugas akhir praktek ini, penulis telah mendapat banyak dukungan serta bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua yang selalu memberikan doa, dukungan, dan perhatiannya kepada penulis.
2. Bapak Dr. Ir. Ali Musyafa, M.Sc. selaku pembimbing tugas akhir dan dosen wali yang telah memberikan bimbingan serta arahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini dan juga terima kasih untuk segala motivasi dan dukungan yang tiada ternilai harganya.
3. Bapak Agus Muhammad Hatta, ST, MSi, Ph.D selaku ketua Jurusan Teknik Fisika FTI ITS.
4. Mas Indra Basuki selaku FEI engineer di PT.Pertamina Hulu Energi WMO atas segala bimbingan yang telah diberikan.
5. Amarendra Bagus, Rinanda ,Dwi, Trisca Vimalasari, dan Gea Gharsina serta senior yang senantiasa memberikan banyak bantuan serta pengetahuan.

6. Kariina Rizka Putri yang senantiasa selalu membantu dan mendampingi selama mengerjakan Tugas Akhir ini.
7. Semua pihak yang telah membantu dalam pelaksanaan dan penyusunan laporan kerja praktek ini.

Penulis menyadari bahwa terdapat beberapa kekurangan dalam laporan Tugas Akhir ini, maka dari itu kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan agar penyusunan laporan selanjutnya lebih baik lagi. Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi kita semua.

Surabaya, 9 Juni 2016
Penulis

Ilham Rimsky Yahya
NRP. 2412 100 105

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	iii
ABSTRAK.....	v
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR SIMBOL	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Permasalahan.....	2
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.4 Sistematika Laporan.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 <i>Gas Scrubber V-222</i>	5
2.2 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	6
2.3 <i>Hazard and Operability (HAZOP) Study</i>	8
2.4 <i>LOPA</i>	11
2.5) <i>Control Chart Xbar-S</i>	15
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	17
3.1 <i>Flowchart Penilitian</i>	17
3.2 Tahap-tahap Penilitian.....	18
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAH.....	21
4.1 Alur Proses Pengolahan Gas Alam.....	21
4.2 Analisis Resiko.....	22
4.3 Analisis Potensi Bahaya dan Resiko	28
4.4 Analisis HAZOP	34
4.5 <i>Layer of Protection Analysis (LOPA)</i>	35

BAB VKESIMPULAN DAN SARAN	41
5.1 Kesimpulan.....	41
5.2 Saran.....	41

DAFTAR PUSTAKA	42
-----------------------------	-----------

LAMPIRAN A P&ID V-222

LAMPIRAN B HASIL WAWANCARA

LAMPIRAN C DATA PROSES

LAMPIRAN D DATA MAINTANANCE

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	<i>gas scrubber V-222</i>	5
Gambar 2.2	<i>layer LOPA</i>	12
Gambar 3.1	<i>Flowchart</i>	17
Gambar 4.1	PFD	21
Gambar 4.2	Risk matrix PHE WMO	22
Gambar 4.3	P&ID <i>gas scrubber V-222</i>	23
Gambar 4.4	Grafik Xbar-S untuk PT-222.....	24
Gambar 4.5	Grafik Xbar-S untuk LT-222.....	26
Gambar 4.6	Grafik Xbar-S untuk FT-221.....	27

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	kriteria SIL	8
Tabel 2.2	Guide Words HAZOP	9
Tabel 2.3	Analisa Proses HAZOP	10
Tabel 2.4	Format Kerja HAZOP	11
Tabel 4.1	Analisa <i>Cause and consequences</i> HAZOP	28
Tabel 4.2	Risk Ranking	32
Tabel 4.3	Hasil ICL	35

DAFTAR SIMBOL

λ	<i>failure rate</i>
\bar{X}	rata-rata
σ	standar deviasi

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

PT. Pertamina Hulu Energi West Madura Offshore (PHE WMO) merupakan anak perusahaan PT. Pertamina Hulu Energi yang mengolah bagian hulu dari pengolahan minyak dan gas bumi milik perusahaan asing yang telah habis masa kontraknya. *Onshore receiving facility* merupakan fasilitas pengolahan gas bumi yang berada di gresik. Salah satu proses utama yang terdapat pada *onshore receiving facility* PHE WMO adalah pemisahan dua fasa yang terdapat pada unit proses *gas scrubber*.

Proses pemisahan minyak pada *gas scrubber* bukanlah proses yang sepenuhnya aman. Banyak terdapat kemungkinan yang menyebabkan bahaya dalam proses ini. Adanya kegagalan instrumen dalam bekerja dapat menjadi potensi bahaya. Oleh karena itu sebuah industri diperlukan untuk memiliki pengetahuan tentang pendekatan, metode, dan teknik baru dalam bidang ilmu keselamatan (Mohammad, 2012). Salah satu pendekatan tentang analisis bahaya dapat dilakukan dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP) dan kemudian dilakukan analisis lebih lanjut terkait Layer Protection dari susunan sistem dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA).

Hazard and Operability Study (HAZOP) adalah suatu teknik identifikasi dan analisis bahaya yang formal, sistematik, logical, dan terstruktur untuk meninjau suatu proses atau operasi pada sebuah sistem secara otomatis dan menguji potensi deviasi operasi dari kondisi desain yang dapat menimbulkan masalah operasi proses dan bahaya (Johnson, 2010). Bahaya dapat dihitung dengan analisa kuantitatif dan kuantitatif. *Safety Integrity Level (SIL)* adalah tingkat integritas keselamatan dari suatu system, lebih tepatnya probabilitas dari *safety-related system* yang melakukan fungsi *safety* dalam segala kondisi dan waktu yang ditentukan Nilai *SIL* menunjukkan nilai kemanan dari sebuah system. Semakin tinggi nilai *SIL* maka semakin tinggi

pula tingkat resiko dari system tersebut. (Lassen, 2008) Tujuan utama dari perhitungan nilai SIL adalah untuk mengidentifikasi semua *Safety Instrumented Function (SIF)* dan menentukan performansi kerja dari SIF tersebut. Salah satu metode untuk menghitung SIL adalah *Layer of Protection Analysis*. Dengan lapisan analisis (LOPA) estimasi frekuensi dari suatu peristiwa akan dibandingkan dengan frekuensi dampak yang diterima (Edward M. Marszal, 2008).

Rencana tugas akhir ini bertujuan untuk memberikan rekomendasi berdasarkan perhitungan SIL dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) dan penilaian resiko dengan analisis *Hazzard and Operability Study* (HAZOP) untuk mencapai keselamatan kerja dari suatu industri proses. Objek yang akan dianalisis terkait resiko dan nilai SIL adalah gas *scrubber* PT.Pertamina Hulu Energi West Madura Offshore.

1.2 Permasalahan

Adapaun permasalahan yang diangkat dalam tugas akhir ini yaitu :

1. bagaimana melakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada Gas *Scrubber V-222*?
2. bagaimana menentukan nilai *Safety Integrity Level (SIL)* dengan menggunakan metode LOPA?
3. bagaimana meningkatkan nilai *Safety Integrity Level (SIL)* pada Gas *Scrubber V-222*?

1.3 Tujuan

Tujuan dilakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. untuk melakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Fuel Gas Superheat Burner*.
2. untuk menentukan nilai *Safety Integrity Level (SIL)* dengan menggunakan metode LOPA.
3. untuk meningkatkan nilai *Safety Integrity Level (SIL)* pada Gas *Scrubber V-222*.

1.4 Batasan Masalah

Untuk menghindari meluasnya permasalahan, maka diperlukan batasan masalah sebagai berikut :

1. *Plant* yang digunakan adalah Gas *Scrubber V-222* PT. Pertamina Hulu Energi, *onshore receiving facility* Gresik.
2. Analisa bahaya menggunakan metode HAZOP.
3. Analisis SIL dengan metode LOPA.

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika laporan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bab I Pendahuluan
Berisi tentang latar belakang, permasalahan, tujuan, batasan masalah dan sistematika laporan.
2. Bab II Tinjauan Pustaka
Berisi tentang teori yang berhubungan dengan proses Gas *Scrubber V-222*, analisis HAZOP, *Layer of Protection Analysis*(LOPA), serta perhitungan SIL dengan LOPA.
3. Bab III Metodologi
Berisi tentang metode yang digunakan dalam penggerjaan penelitian dan pengolahan data.
4. Bab IV Analisis Data dan Pembahasan
Berisi tentang evaluasi pengolahan data membuat *worksheet HAZOP*, menghitung nilai SIL, serta mendesain ulang SIS untuk peningkatan SIL.
5. Bab V Penutup
Berisi tentang hasil penelitian, kesimpulan dari penelitian yang telah dilakukan, serta saran sebagai bentuk keberlanjutan dan pengembangan penelitian selanjutnya

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

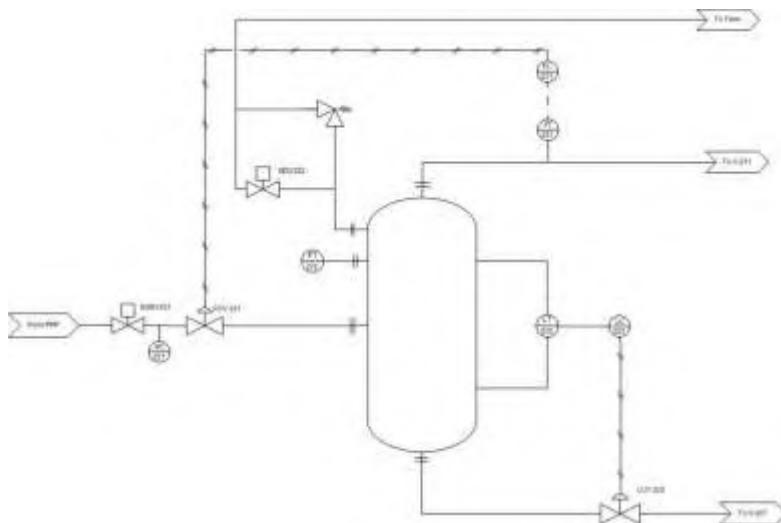
2.1 Gas Scrubber V-222

Gas Scrubber V-222 adalah separator dua fasa, menerima gas dari *platform*, dirancang untuk memisahkan sisa condensate yang masih terbawa oleh gas. Gas Scrubber V-222 berbentuk vertikal. Gas yang keluar dari bejana ini dialirkan ke *glycol contactor* V-231 dan condensate akan dialirkan ke *flash drum* V-207. Alat ini dirancang untuk tekanan 650 psi dengan suhu 200°F dan tekanan operasi 340 psi. kapasitas dari alat ini 200 MMSCFD dan 200 BPD condensate. PSV di set pada tekanan 650 psi. alat ini dibuat vertikal dengan mempertimbangkan keefisienan dalam penggunaan *space* yang ada.



Gambar 2.1 Gas Scrubber V-222

Terdapat beberapa variabel yang harus dijaga untuk dapat menjaga proses *residence time* menjadi maksimal dan sempurna. Variabel tersebut adalah *level*, *flow*, dan *pressure*. Kegagalan proses untuk menjaga variabel-variabel tersebut dapat berpotensi menimbulkan bahaya karena hampir seluruhnya berkaitan dengan tekanan yang tinggi. Industri perlu melakukan tindakan pencegahan sebagai solusi untuk mencegah munculnya bahaya. Dalam langkah menentukan tindakan apa yang dapat diambil, suatu industri harus melakukan analisa terlebih dahulu terkait dengan faktor-faktor apa saja yang dapat memicu timbulnya kegagalan proses, berikut dengan akibat yang ditimbulkan. Hasil dari penilaian resiko akan digunakan karyawan dalam perusahaan dalam pengambilan segala keputusan.



Gambar 2.2 P&ID Gas Scrubber V-222

2.2 Safety Integrity Level (SIL)

SIL dalam LOPA adalah kebutuhan untuk mereduksi resiko dari suatu alat *instrument* yang dikonfigurasikan sebagai *Safety Instrumented System* (SIS) seperti *sensor*, *logic solver*, dan *final element* (Lassen, 2008). Ketika terjadi suatu bahaya seperti *overtemperature*, *overspeed*, *overvibration*, *loss of flame* maka salah satu tindakan untuk mengatasi hal tersebut adalah *trip* (menghentikan segala kegiatan) proses tersebut agar tidak terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Dengan mengetahui nilai SIL dari suatu alat instrumen maka *user* dapat membuat rekomendasi atas keputusan untuk menanggulangi bencana yang akan ataupun sudah terjadi. Kinerja SIS yang lebih baik dicapai dengan ketersediaan keamanan yang lebih tinggi. Kinerja SIS ditingkatkan dengan penambahan redundansi, tes yang lebih sering, penggunaan deteksi kesalahan, dan lain-lain. Beberapa pemahaman tentang bagaimana tiga tingkat SIL diimplementasikan adalah penting bagi proses keamanan dalam penentuan SIL. Dengan pemahaman tentang pentingnya aspek keselamatan dari SIS, termasuk apa yang dibutuhkan untuk mencapai SIL yang berbeda. Untuk mengetahui nilai SIL yang digunakan dalam suatu alat instrumen maka terlebih dahulu mengetahui nilai *intermediate event likelihood* (IEL) kemudian menentukan nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD). Dimana TMEL merupakan nilai target mitigasi kegagalan yang ingin dihindari. Setelah mengetahui nilai PFD dari masing-masing komponen kemudian dapat mencari tingkatan nilai SIL dengan melihat *range* nilai PFD yang tercantum pada tabel 2.1.

Tabel 2.1 Nilai Safety Integrity Level

Kategori SIL	PFD SIF	RRF= (1/PFD)
NR	$1 \leq \text{PFD}$	$\text{RRF} \leq 1$
SIL 0	$10^{-1} \leq \text{PFD} < 1$	$1 < \text{RRF} \leq 10$
SIL 1	$10^{-2} \leq \text{PFD} < 10^{-1}$	$10 < \text{RRF} \leq 100$
SIL 2	$10^{-3} \leq \text{PFD} < 10^{-2}$	$100 < \text{RRF} \leq 1.000$
SIL 3	$10^{-4} \leq \text{PFD} < 10^{-3}$	$1.000 < \text{RRF} \leq 10.000$
SIL 4	$10^{-5} \leq \text{PFD} < 10^{-4}$	$10.000 < \text{RRF} \leq 100.000$

Sumber : ISA TR 84.00.02-2002.

Untuk SIL 4 memiliki tingkat resiko yang besar sehingga memiliki laju kegagalan yang tinggi. Sedangkan SIL 4 memiliki tingkat keamanan yang tinggi sehingga resiko timbulnya laju kegagalan juga semakin kecil.

Berikut ini salah satu metode kuantitatif untuk menentukan *Probabilitas of Failure on Demand* (PFD) dan nilai:

$$\text{PFD}_{SIL} = \frac{\text{TMEL}}{\text{IEL}} \quad (2.1)$$

Dimana :

TMEL = *Target Mitigated Event Likelihood*

IEL = *Intermediete Event Likelihood*

$$\text{IEL} = \text{ICL} \times \text{PFD}_1 \times \text{PFD}_2 \times \dots \dots \dots \times \text{PFD}_n \times P_p \times P_i \times P_{tr} \quad (2.2)$$

Laju kegagalan (λ) selain diperoleh dari data kegagalan yang dimiliki suatu perusahaan juga bisa didapatkan dengan menggunakan data dari OREDA. Dari Nilai PFD yang telah

didapatkan bisa digunakan untuk merepresentasikan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) yang dipakai pada komponen,

2.3 *Hazard and Operability Study (HAZOP)*

Hazard and Operability Study (HAZOP) adalah suatu teknik identifikasi dan analisis bahaya yang formal, sistematis, logical, dan terstruktur untuk meninjau suatu proses atau operasi pada sebuah sistem secara otomatis dan menguji potensi deviasi operasi dari kondisi desain yang dapat menimbulkan masalah operasi proses dan bahaya (Rausand, 2004).

Terdapat empat tujuan dasar dari analisis studi HAZOP (Nolan, 1994) yaitu:

1. Untuk mengidentifikasi penyebab-penyebab dari semua perubahan penyimpangan dalam fungsi proses.
2. Untuk menentukan semua bahaya-bahaya mayor dan permasalahan operasi.
3. Untuk memutuskan aksi apa yang dibutuhkan untuk mengontrol bahaya atau permasalahan *operability*
4. Untuk meyakinkan bahwa aksi-aksi yang telah diputuskan terimplementasi dan terdokumentasi.

Adapun dibutuhkan beberapa informasi terlebih dahulu sebelum melakukan HAZOP studi yaitu diantaranya :

Untuk Preleminary HAZOP :

- *Process Flow Diagram*
- Deskripsi dari proses tersebut

Untuk Detail HAZOP :

- *Piping and Instrument Diagram (P&ID)*
- *Process Calculation*
- *Process Data Sheets*
- *Instrument Data Sheets*
- *Interlock Schedules*

- *Layout Requirements*
- *Hazardous Area Classification*
- *Schedule of alarm trip setting, cause and effect chart*
- *Piping Material Specifications, Main Piping Layout and Elevation Drawing*

Konsep dari “NODE” :

Dalam studi HAZOP, *review team* harus mengidentifikasi area-area atau komponen-komponen dari sistem yang akan dianalisa selama proses review. Dalam industry kimia, terdapat komponen-komponen individu yang mengacu pada “node-node”. Terdapat tiga kriteria dasar dalam mengidentifikasi node-node yang akan direview (Dennis P. Nolan, 1994) yaitu:

- a. Membagi fasilitas kedalam sistem proses dan subsistem.
- b. Mengikuti aliran proses dari sistem.
- c. Mengisolasi subsistem kedalam komponen mayor yang mencapai sebuah objek tunggal seperti peningkatan tekanan, pemisahan gas-gas, penghilangan air dll.

Guide Words dan Parameter HAZOP :

Guide Words merupakan kata-kata mudah (*simple*) yang digunakan untuk desain secara kualitatif atau kuantitatif dan sebagai penunjuk serta simulasi proses brainstorming untuk mengidentifikasi bahaya-bahaya proses. Sedangkan proses parameter merupakan properti kimia atau fisika dengan proses, meliputi item-item general seperti *reaction*, *mixing*, *concentration*, pH, dan item-item yang spesifik seperti *temperature*, *pressure*, *phase*, dan *flow*. Berikut merupakan contoh dari *guide words* dan parameter proses HAZOP pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Guide Words HAZOP

Guide Words	Meaning
No	Negation of the Design Intent
Less	Quantitative Decrease
More	Quantitative Decrease
Part Of	Qualitative Decrease
As Well As	Qualitative Decrease
Reverse	Logical Opposite of the intent
Other Than	Complete Substitution

Sumber: *Center for Chemical Process Safety, 2004*

Tabel 2.3 Parameter Proses Analisa HAZOP

Flow	Time	Frequency	Mixing
Pressure	Composition	Viscosity	Addition
Temperature	pH	Voltage	Separation
Level	Speed	Information	Reaction

Sumber : *Dennis P. Nolan, P.E, 1994*

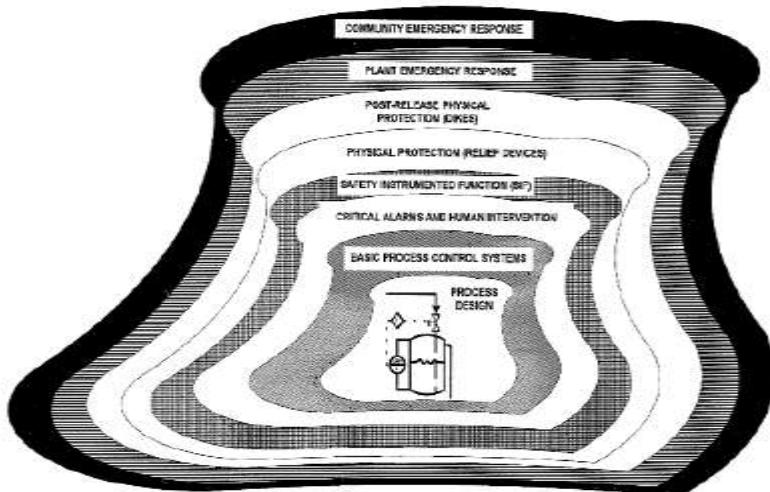
Teknik analisa HAZOP membutuhkan gambar proses atau prosedur yang dibagi menjadi titik studi, bagian proses, atau langkah operasi dan potensi bahaya proses tersebut ditempatkan dengan menggunakan *guide words*. Hasil dari HAZOP dicatat dalam format tabulasi, dapat dilihat pada Tabel 2.4.

2.4 Layer of Protection Analysis

LOPA adalah cara untuk menganalisis SIL dan SIS dari suatu sistem serta mengevaluasi layer proteksi lainnya dengan cara melihat mitigation risk dari layer proteksi tersebut. (John Day,

2008) Identifikasi bahaya menggunakan HAZOP. (Silvana D. Costa, 2015) Setiap zone/system akan dibagi menjadi sub-sub system guna diidentifikasi bahaya nya berdasarkan layer of protection (LOPA) dimulai dari (1) layer Process Design, (2) layer Basic Process Control system (BPCS), (3) layer Alarm System, (4) layer Emergency Shutdown System (ESD) dan (5) layer Passive Protection yang ada pada setiap sub-system. Dimana setiap bahaya mempunyai probabilitas (likelyhood) dan konsekuensinya (Impact) terhadap personnal, lingkungan, aset dan reputasi, sehingga dapat dihitung tingkat resiko nya untuk dibandingkan dengan “Risk Matrix” perusahaan terkait. *Layer of Protection Analysis* (LOPA) merupakan alat semikuantitatif untuk menganalisa dan menilai resiko (Center for Chemical Process Safety, 2001). LOPA dapat secara efektif digunakan pada tiap poin siklus dari sebuah proses atau fasilitas. Input kunci dari LOPA adalah skenario yang diperoleh dari identifikasi potensi bahaya. Tujuan utama LOPA adalah untuk memastikan bahwa telah ada lapisan perlindungan yang sesuai untuk melawan skenario kecelakaan. Skenario mungkin membutuhkan satu atau lebih lapisan perlindungan tergantung pada kompleksitas proses dan severity dari sebuah

consequence. Untuk skenario yang diberikan, hanya satu lapisan perlindungan yang harus berhasil bekerja mencegah consequence. Walaupun tidak ada lapisan yang efektif dengan sempurna, lapisan perlindungan yang cukup harus disediakan agar resiko kejadian dapat ditolerir. Berikut merupakan contoh dari LOPA (sumber:*Center for Chemical Process Safety*, 2001).



Gambar 2.2 Layer LOPA

Karakteristik lapisan perlindungan dan bagaimana mereka seharusnya dikelompokkan sebagai IPL dalam metode LOPA dibahas pada penjelasan di bawah ini:

1. Process Design

Pada banyak perusahaan, diasumsikan bahwa beberapa skenario tidak dapat terjadi karena desain *inherently safer* pada peralatan dan proses. Pada perusahaan lainnya, beberapa fitur pada desain proses yang *inherently safer* dianggap *nonzero* PFD masih terjadi-artinya masih mungkin mengalami kegagalan industri. Desain proses harus dianggap sebagai IPL, atau ditetapkan sebagai metode untuk mengeliminasi skenario, tergantung pada metode yang digunakan oleh organisasi.

2. Basic Process Control System (BPCS)

BPCS meliputi kendali manual normal, adalah level perlindungan pertama selama operasi normal. BPCS didesain untuk menjaga proses berada pada area selamat. Operasi normal dari BPCS *control loop* dapat dimasukkan sebagai IPL jika sesuai kriteria. Ketika memutuskan menggunakan BPCS sebagai IPL, analis harus mengevaluasi efektifitas kendali akses dan sistem keamanan ketika kesalahan manusia dapat menurunkan kemampuan BPCS.

3. Critical Alarms and Human Intervention

Sistem ini merupakan level perlindungan kedua selama operasi normal dan harus diaktifkan oleh BPCS. Tindakan operator, diawali dengan alarm atau observasi, dapat dimasukkan sebagai IPL ketika berbagai kriteria telah dapat memastikan kefektifan tindakan.

4. Safety Instrumented Function (SIF)

SIF adalah kombinasi sensor, *logic solver*, dan *final element* dengan tingkat integritas keselamatan spesifik yang mendeteksi keadaan diluar batas dan membawa proses berada pada fungsi yang aman. SIF merupakan fungsi *independent* dari BPCS. SIF normalnya ditetapkan sebagai IPL dan desain dari suatu sistem, tingkat pengurangan, dan jumlah dan tipe pengujian akan menentukan PFD dari SIF yang diterima LOPA.

5. Physical Protection (Relief Valves, Rupture Disc, etc)

Alat ini, ketika ukuran, desain, dan perawatannya sesuai, adalah IPL yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi untuk mencegah tekanan berlebih. Keefektifan mereka dapat rusak akibat kotor dan korosi, jika *block valves* dipasang di bawah *relief valve*, atau jika aktivitas inspeksi dan perawatan sangat memprihatinkan.

6. Post Release Protection (Dikes, Blast Walls, etc)

IPLs ini adalah alat pasif yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi jika didesain dan dirawat dengan benar. Walaupun laju kegagalan mereka rendah, kemungkinan gagal harus dimasukkan dalam skenario.

7. Plant Emergency Response

Fitur ini (pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadaman manual, fasilitas evakuasi, dll) secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena mereka diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektifitas dalam mengurangi skenario.

8. Community Emergency Response

Pengukuran ini, yang meliputi evakuasi komunitas dan tempat perlindungan secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena mereka diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektifitas dalam mengurangi skenario. Hal ini tidak menyediakan perlindungan terhadap personil *plant*.

Pada *Layer of Protection Analysis*, perhitungan nilai SIL dari *Safety Instrumented Function* (SIF) diperoleh dari nilai perbandingan *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) yang didapatkan dari perhitungan laju kegagalan komponen. Kategori tingkatan dari nilai SIL dapat dilihat pada tabel 2.1.

Penentuan TMEL disesuaikan dengan tingkat keparahan bahaya dan keamanan yang diharapkan oleh perusahaan. Terdapat standar yang mewakili tingkat keparahan yang telah diterjemahkan kedalam angka TMEL. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada tabel 2.4.

Table 2.4 Target Mitigated Event Likelihood for safety hazards

<i>Severity Level</i>	<i>Safety consequence</i>	<i>Target mitigated event likelihood</i>
C _A	<i>Single first aid injury</i>	<i>3.10-2 per year</i>
C _B	<i>Multiple first aid injuries</i>	<i>3.10-3 per year</i>
C _C	<i>Single disabling injury or multiple serious injuries</i>	<i>3.10-4 per year</i>
C _D	<i>Single on-site fatality</i>	<i>3.10-5 per year</i>
C _E	<i>More than one and up to three on-site fatalities</i>	<i>1.10-5 per year</i>

Sumber: Nordhagen (2007)

2.5 Control Chart Xbar-S

Control charts merupakan salah satu kegiatan *statistic process control* untuk mengetahui karakteristik proses yang dikendalikan terhadap periode waktu tertentu. Selain itu juga untuk menentukan batas atas, bawah, dan kendali. Berdasarkan data proses yang plant dapat diketahui apakah proses tersebut dalam range kendali atau justru diluar kendali (*out of control*). Pada tugas akhir ini menggunakan *control chart* jenis Xbar dan S serta batas-batas kendali menggunakan *upper control limits* (UCL)/ batas kendali atas, *lower control limits* (LCL)/ batas bawah, dan *center line* (CL) / batas tengah. Parameter *control chart* tersebut didapatkan dari perhitungan persamaan dibawah (Howard, 2000). Nilai *factor limit* dapat dilihat pada lampiran E.

Xbar Chart

$$CL_{\bar{x}} = \bar{X} \quad (2.3)$$

$$UCL_{\bar{x}} = \bar{X} + A_3 \bar{S} \quad (2.4)$$

$$LCL_{\bar{x}} = \bar{X} - A_3 \bar{S} \quad (2.5)$$

S Chart

$$CL_s = \bar{s} \quad (2.6)$$

$$UCL_{\bar{s}} = B_4 \bar{s} \quad (2.7)$$

$$LCL_{\bar{s}} = B_3 \bar{s} \quad (2.8)$$

Dimana

$\bar{\bar{X}}$ = rata-rata data subgroup

A_3 = control limit factor (chart average)

B_3 & B_4 = factor for control limits (chart standard deviation)

\bar{s} = standard deviation of subgroup

\bar{S} = mean of standard deviation subgroup

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa data dan pembahasan yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

- a. Hasil analisis HAZOP pada *gas scrubber* V-222 didapatkan resiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu
Rendah = 25 %
Menengah = 37.5%
Tinggi = 37.5%
Sangat Tinggi = 0 %
- b. nilai *Safety Integrity Level* pada *gas scrubber* V-222 PT Pertamina Hulu Energi WMO menunjukkan bernali SIL 0 untuk seluruh loop sistem yang mewakili jalannya proses.
- c. Untuk meningkatkan nilai SIL atau kebutuhan mereduksi resiko pada metode LOPA. maka rekomendasi yang di berikan dengan menambahkan alarm *HH LL* pada pengendalian *flow* dan *level*, dan *BPCS* pada pengendalian *pressure*.

5.2 Rekomendasi

Saran yang dapat diberikan berkaitan dengan keamanan sistem pada *gas scrubber* yaitu :

- a. penerapan *preventive maintenance* yang merata terhadap semua komponen untuk mendeteksi lebih awal dari ketidaksesuaian jalannya proses yang disebabkan oleh kegagalan/kerusakan alat instrumentasi yang terpasang sehingga dapat mereduksi nilai *failure rate* dari seluruh komponen instrumentasi yang terpasang.
- b. Pencatatan data *logsheet* proses sebaiknya dilakukan setiap satu jam sekali agar didapatkan record data proses

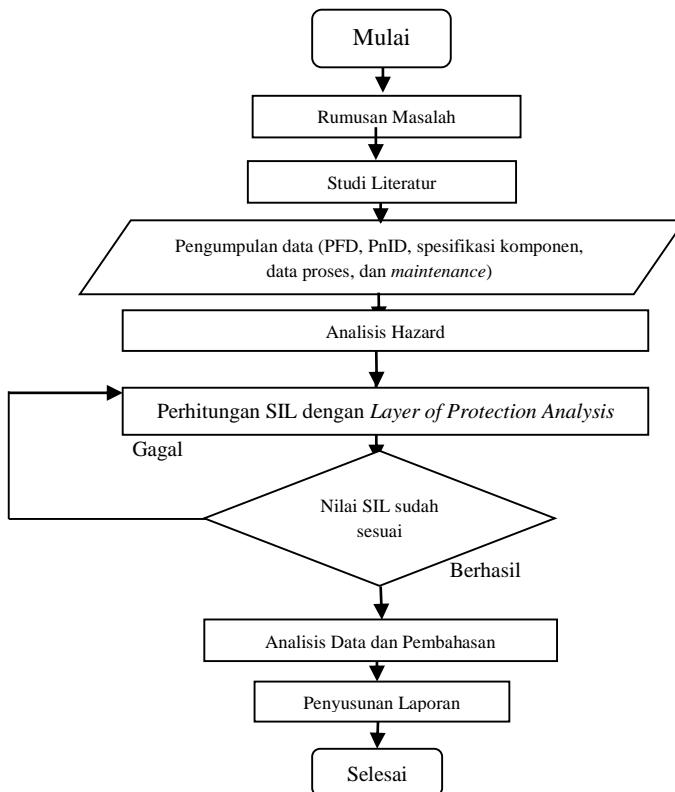
yang lebih akurat sehingga penyimpangan yang terjadi dalam proses selalu dapat terdeteksi lebih awal.

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Flowchart Penelitian

Penelitian pada tugas akhir ini dirancang dengan beberapa tahapan, dapat dilihat pada diagram alir seperti pada gambar 3.1 berikut.



Gambar 3.1 Flowchart Penelitian

3.2 Tahap-Tahap Penelitian

Tahapan penelitian meliputi beberapa hal diantaranya:

a. Studi Literatur

Studi yang dilakukan dengan mempelajari literatur, jurnal yang terkait dengan tema dan konsultasi dengan *supervisor* atau *engineer* yang berada di lapangan.

b. Pengumpulan data

Pengumpulan data dilakukan dengan mengambil data P&ID, PFD, data spesifikasi komponen, dan *data maintenance* dari *node gas scrubber* V-222. Pengambilan data dilakukan selama satu bulan pada bulan April 2016.

c. Analisis *Hazard*

Analisis *hazard* dikerjakan dengan metode HAZOP (*Hazard Operability Study*). Analisis meliputi risiko, peluang bahaya, serta deviasi yang terjadi pada *node gas scrubber* V-222 sehingga diketahui nilai resiko berdasarkan keseringan dan konsekuensi yang bisa terjadi. Tahapan dalam melakukan HAZOP diantaranya.

1. Menentukan node/ titik penjauhan berdasarkan data P&ID. Dalam tugas akhir ini node pada sistem adalah *gas scrubber* V-222.
2. Menentukan komponen dan instrument yang digunakan dalam *node* yang mengukur parameter dari proses pada *node superheat burner* seperti *temperature* dan *pressure*.
3. Menentukan *guideword* yang didapat dari data proses pembacaan transmitter selama bulan Maret dan diplot pada *control chart* untuk mendapatkan deviasi dari pengendalian proses *gas scrubber* V-222.
4. Analisis terhadap *node* untuk penyimpangan yang mungkin terjadi serta sistem pengamanan yang telah ada sudah optimal atau membutuhkan tambahan rekomendasi.
5. Sedangkan untuk MTTF didapat dari perhitungan data kegagalan yang menunjukkan laju kegagalan yang dihitung dengan persamaan 3.1.

$$MTTF = \frac{1}{\lambda \text{ (failure rate)}} \quad (3.1)$$

6. Menganalisis konsekuensi yang timbul dari dampak yang diakibatkan karena penyimpangan pengendalian. Standar penentuan konsekuensi mengacu pada standar kriteria *Consequence* PT. Pertamina Hulu Energi WMO pada tabel 2.2.
- d. Perhitungan SIL dengan *Layer of Protection Analysis* (LOPA)
Perhitungan SIL dengan metode LOPA melalui perhitungan dari tiap PFD komponen yang mewakili setiap event. Nilai SIL sistem *gas scrubber* diperoleh dari keseluruhan PFD dari komponen SIS yang menyusun *node gas scrubber* sehingga tingkat keamanan dapat diketahui.
- e. Penyusunan Laporan
Penulisan laporan sesuai dengan penilitian serta metodologi yang dilakukan. Serta ditulis hasil analisis yang didapatkan dari penelitian.

BAB IV

ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Alur Proses Pengolahan Gas Alam

Alur proses pemisahan gas pada *gas scrubber* V-222 ditunjukkan pada gambar 4.1 di atas. Natural gas yang dihasilkan dari *Poleng Processing Platform* (PPP) di transmisikan dengan pipa sepanjang 67 km sampai ke *Onshore Receiving Facility* (ORF), yang merupakan fasilitas pengolahan gas. Gas yang di alirkan dari PPP merupakan gas dengan kandungan *condensate* dan uap air yang masih tinggi, maka dari itu di perlukan sistem pemisahan gas dan pengeringan gas yang terdapat pada ORF. Gas dengan tekanan *high pressure* (HP), masuk ke dalam *gas scrubber* untuk dipisahkan kandungan gas dengan *condensate*. Setelah terpisahkan, gas memasuki *glycol contactor* untuk dikeringkan agar gas alam terbebas dari uap air. *Gas scrubber* berperan vital dikarenakan jika *condensate* terbawa kedalam *glycol contactor* maka akan menghasilkan proses dehidrasi yang tidak sempurna dan dapat merusak (*TGRS*) *Triglycol Ethylene Recovery System*. Gas alam yang telah keluar dari proses dehidrasi ini kemudian langsung dijual kepada pelanggan seperti PT.PJB, dan PT.PGN.

4.2 Analisa Resiko

Untuk menentukan risiko yang mungkin terjadi, diperlukan pemahaman terkait dengan jalannya proses, dimulai dari masukan (*input*) hingga keluaran (*output*) yang dihasilkan dari unit proses. Pemahaman tentang jalannya proses tersebut juga diperlukan untuk menentukan bahaya yang mungkin terjadi. Analisis proses yang dilakukan terkait tugas akhir ini pada *Gas Scrubber* V-222 yang berfungsi untuk memisahkan *condensate* dengan gas.

Standar yang digunakan pada tugas akhir ini untuk menentukan *risk matrix* adalah dengan menggunakan standar perusahaan Pertamina Hulu Energi WMO.

Tabel 4.1 Risk Matrix HSSE PHE WMO

Dampak keparahan (keparahan)				<i>Level</i>
Manusia	Lingkungan	Asset	reputasi	
Kematian lebih dari 1 orang	Dampak besar bagi lingkungan, kehilangan containment > 500 bbls	Kehilangan besar > US\$ 100 M	Sanksi dari regulator, berita utama media nasional	5 Bencana
Kematian tunggal	Dampak signifikan, kehilangan > 100-500 bbls	Kehilangan signifikan > US\$ 10M-100M	Teguran dari regulator, diliput media nasional	4 Besar
Cacat permanen cidera, hilang waktu kerja	Dampak moderat, kehilangan > 15-100 bbls	Kehilangan moderat > US\$ 1M-10M	Protes dari komunitas, diliput media lokal	3 Moderat
Terbatasnya pekerjaan, tindakan medis	Dampak ringan, kehilangan > 1-5 bbls	Kehilangan kecil > US\$ 100k – 1M	Komentar dari komunitas, diliput media secara terbatas	2 Kecil
Cedera ringan (<i>first aid</i>)	minimum, kehilangan < 1 bbls	Kehilangan tidak signifikan < US\$ 100k	Reaksi tidak signifikan dari <i>stakeholder</i>	1 ringan

Tabel 4.2 Risk Matriks probabilitas HSSE PHE WMO

Probabilitas (Kemungkinan)				
Belum pernah terdengar di industri migas	Terdengar di industri migas	Mungkin terjadi 1x dalam 5 tahun di perusahaan	Mungkin terjadi 1x dalam 1 tahun di perusahaan	Mungkin terjadi beberapa kali dalam 1 tahun di perusahaan
1. Hampir tidak mungkin	2. Sangat rendah	3. Rendah	4. Menengah	5. Tinggi
5	10	15	20	25
4	8	12	16	20
3	6	9	12	15
2	4	6	8	10
1	2	3	4	5

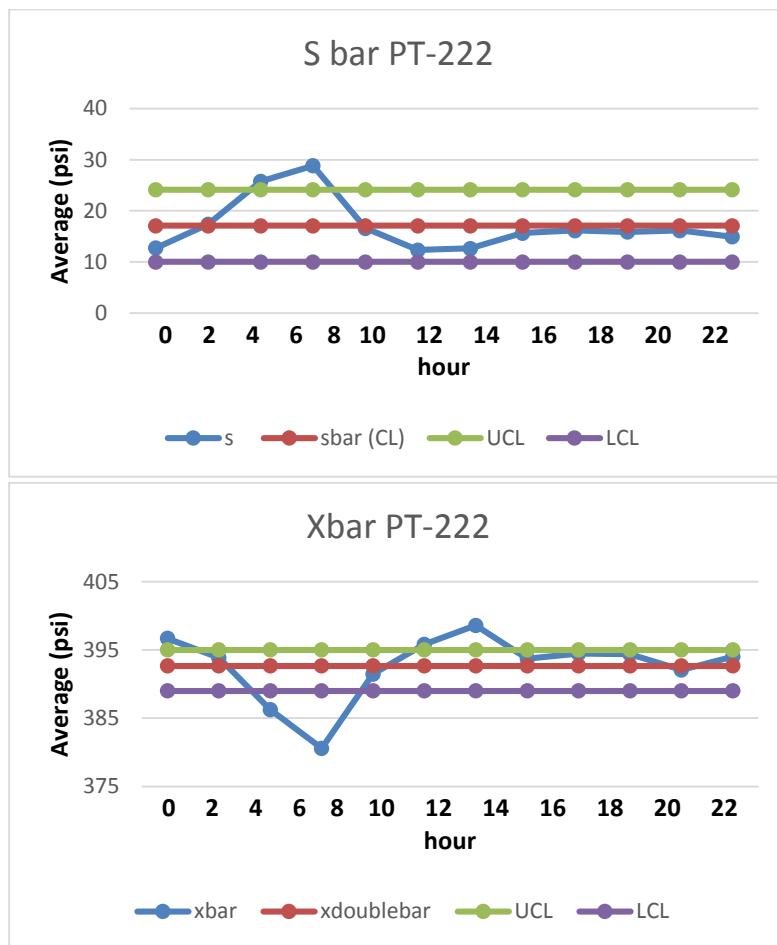
Keterangan warna :

	: Resiko rendah	-Area yang dapat di terima secara umum
	: Resiko menengah	-Area yang dapat di toleransi
	: Resiko tinggi	-Area yang didak dapat di toleransi
	: Resiko sangat tinggi	-Area yang tidak dapat diterima

➤ **Guide word dan Deviasi**

Guide word yang digunakan untuk node Pemisahan gas ini berdasarkan data proses pemisahan gas pada *gas scrubber V-222* per 2 jam yang dihitung oleh sensor *pressure transmitter 221*, *pressure transmitter 222*, dan *level transmitter 222*. Untuk *guide word* diperoleh dari hasil wawancara operator berdasarkan

penyimpangan apa yang sering terjadi pada masing-masing *transmitter*.

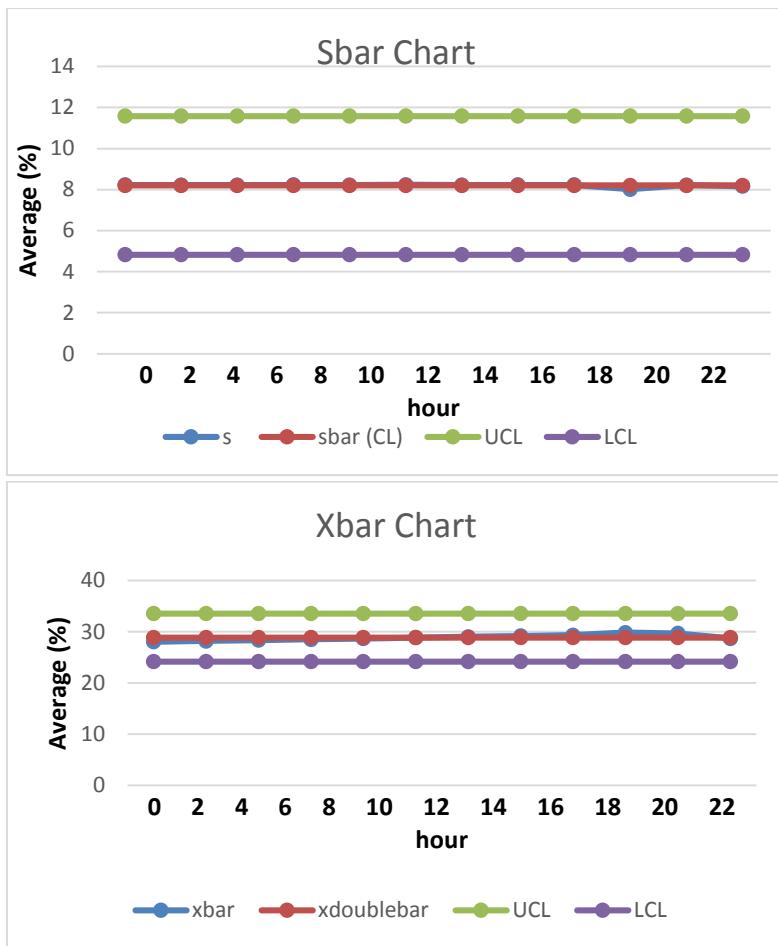


Gambar 4. 1 Grafik X bar S PT-222

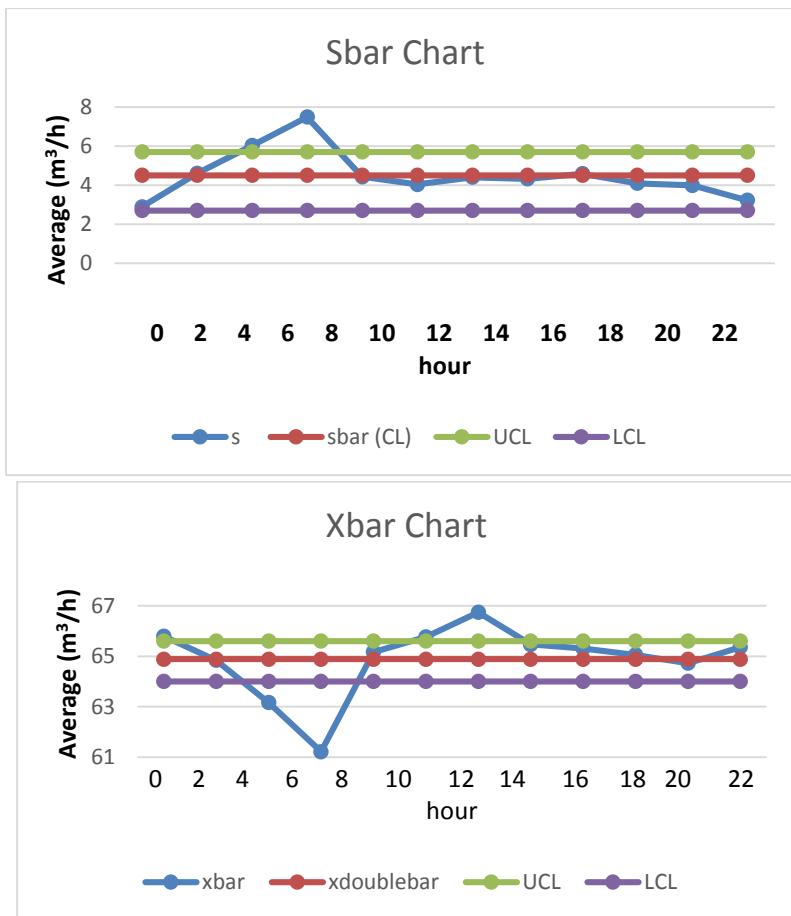
Sesuai dengan *chart* pada gambar 4.1 di atas, nilai *Xbar* atau rata-rata tekanan yang terdapat pada *gas scrubber* V-222 yang tercatat oleh PT-222 adalah sebesar 392.65 psi. Nilai batas atas

(UCL) adalah 395 psi dan nilai batas bawah (LCL) 389 psi. *Set point* dari PT-222 selama sebulan bervariasi, dengan rentang 400 psi hingga 410 psi, sehingga dari data proses yang ditunjukkan terdapat data yang berada di atas *set point* dan sebagian besar data lainnya di bawah *set point*. Sehingga *guide word* yang digunakan adalah *low* dan *high*. Jumlah besarnya tekanan pada *gas scrubber* V-222 ini tergantung dari besarnya *flow* gas alam yang hendak dicapai. Apabila *flow* dari *poleng processing platform* menurun, maka tekanan pada *gas scrubber* V-222 juga akan semakin menurun.

Dari gambar 4.52grafik *X bar Chart* LT-222, dapat diketahui rata-rata pembacaan LT-222 adalah 28.86 %. Untuk nilai batas atas (UCL) sebesar 33.56 % dan nilai batas bawah (LCL) sebesar 24.17 %. *Set point* yang terlihat pada *HMI* untuk LT-222 adalah 14% untuk batas bawah dan 45% untuk batas atas. Karena *condensate* hanyalah produk sampingan dari ORF PHE WMO, sedangkan gas alam merupakan produk utama. Maka kita dapat lihat seperti pada grafik bahwa variansi data dari LT-222 kecil. *Condensate* rata-rata mengalami waktu tinggal pada *gas scrubber* V-222 selama 2 minggu. Setelah mencapai batas atas 45%, maka LCV-222 akan membuka dan *condensate* akan di proses pada *flash drum* sebelum di tempatkan pada *condensate storage*. Dari data yang ditunjukkan, terdapat data yang berada di atas *set point* yang ditentukan, namun masih dalam *range* yang dekat dengan *set point*. Guide word yang digunakan adalah *high* dan *low*.



Gambar 4. 2 Grafik *X bar S Chart* LT-222



Gambar 4.3 Grafik *X bar SChart* FT-221

Dari gambar 4.3 grafik *X bar Chart* FT-221, dapat diketahui rata-rata pembacaan FT-221 adalah $64.86 \text{ m}^3/\text{jam}$. Untuk nilai batas atas (UCL) sebesar 65.7 m^3 dan nilai batas bawah (LCL) sebesar 63.9 m^3 . Set point yang terlihat pada HMI untuk FT-221 adalah 65 m^3 . FT-221 adalah sensor aliran yang digunakan untuk

menghitung *natural gas* atau gas alam yang dihasilkan dari *poleng processing platform* untuk kemudian diolah pada ORF dan dijual ke PT.PGN dan PT.PJB. Dari data yang ditunjukkan, terdapat data yang berada di atas dan di bawah *set point* yang ditentukan, namun masih dalam *range* yang dekat dengan *set point*. Guide word yang digunakan adalah *high low*, dan *less*

4.3 Analisis Potensi Bahaya dan Risiko Node *gas scrubber* V-222

Tabel 4.3Analisis *Cause and Consequences* V-222

<i>Instrument</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>
FT 221-1	<i>Less</i>	<i>Less Flow</i>	FCV 221 Failed to close SDV 221 Failed to close	Penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terputus
	<i>No</i>	<i>No Flow</i>	SDV 221 Failed to close, or FCV 221 Failed to close	Proses V-222 terhenti, Penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terputus

Tabel Lanjutan 4.3 Analisis Cause and Consequences V-222

<i>Instrument</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>
FT-221	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	FCV 221 Kegagalan fungsi	Gas terbuang ke flare, gas produksi terbuang
LT 221-1	<i>High</i>	<i>High Level</i>	LCV 222 <i>Failed to close</i>	<i>Liquid</i> terbawa ke V-231, dapat merusak V-231
	<i>Low</i>	<i>Low Level</i>	SDV 221 <i>Failed to close,</i> FCV 221 <i>Failed to close</i>	<i>Level condensate</i> rendah dapat menyebabkan <i>gas blow by</i>
PT 222	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	BDV 222 Kegagalan fungsi	Dapat menyebabkan pecah, ledakan atau kerusakan pada pipa gas

Tabel Lanjutan 4.3 Analisis Cause and Consequences V-222

<i>Instrument</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>
	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>	FCV 221 <i>Failed to close</i> , SDV 221 <i>Failed to close</i> , or BDV 222 <i>Failed to open</i>	Tekanan rendah pada V-222
PT 221	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	Laju aliran berlebih dari <i>Satelite platform</i>	Kebocoran atau kerusakan pipa gas
	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>	Salah satu <i>Satelite platform</i> mati, Kompresor PPP mati, <i>pigging</i> , kebocoran gas pada penyaluran	Sistem tidak seimbang, sedikit gas yang terdistribusi ke V-222

Tabel Lanjutan 4.3 Analisis Cause and Consequences V-222

<i>Instrument</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Possible Consequences</i>
LCV 222	<i>Close</i>	<i>Failed to Close</i>	Sistem kontrol gagal, kompresor rusak	<i>High level pada V-222 dapat menyebabkan liquid carry over</i>
BDV 222	<i>Open</i>	<i>Failed to Open</i>	Sistem kontrol gagal, kompresor rusak	Gas terbuang ke <i>flare</i> , gas produksi terbuang
SDV 221	<i>Close</i>	<i>Failed to Close</i>	Sistem kontrol gagal, kompresor rusak	Proses V-222 terhenti, penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terhenti
FCV 221	<i>Close</i>	<i>Failed to Close</i>	Sistem kontrol gagal, kompresor rusak	Proses V-222 terhenti, penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terhenti

Tabel 4.4 Analisis *Risk Ranking* gas scrubber V-222

Possible Consequences	Consequences Classification	C	L	RR	Existing Safeguard
Penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terputus	Injury	1	4	4	Operator terlatih, FCV -221
	Asset	2	4	8	
	Environtment	1	4	4	
	Reputation	3	4	12	
Proses V-222 terhenti, penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terhenti	Injury	1	3	3	Operator terlatih, FCV -221
	Asset	2	3	6	
	Environtment	1	3	3	
	Reputation	3	3	9	
gas terbuang ke flare, gas produksi terbuang	Injury	1	4	R	Operator terlatih, FCV-221
	Asset	1	4	M	
	Environtment	1	4	R	
	Reputation	1	4	R	

Tabel Lanjutan 4.4 Analisis Risk Ranking gas scrubber V-222

Possible Consequences	Consequences Classification	C	L	RR	Existing Safeguard
<i>Liquid</i> terbawa ke V-231, dapat merusak V-231	<i>Injury</i>	1	4	4	Develop SOP, Stand by operator, LCV-222
	<i>Asset</i>	2	4	8	
	<i>Environment</i>	1	4	4	
	<i>Reputation</i>	1	4	4	
<i>Level condensate</i> rendah dapat menyebabkan <i>gas blow by</i> dapat merusak V-207	<i>Injury</i>	1	4	4	Operator terlatih, LCV-222
	<i>Asset</i>	2	4	8	
	<i>Environment</i>	1	4	4	
	<i>Reputation</i>	1	4	4	
Tekanan tinggi pada V-222 dapat menyebabkan kebocoran, ledakan pada V-222	<i>Injury</i>	5	3	15	alarm PAHH, ZAH switch, BDV-222
	<i>Asset</i>	2	3	6	
	<i>Environment</i>	1	3	3	
	<i>Reputation</i>	5	3	15	

Tabel Lanjutan 4.4 Analisis Risk Ranking gas scrubber V-222

Possible Consequences	Consequences Classification	C	L	RR	Existing Safeguard
Tekanan rendah pada V-222	Injury	1	3	3	alarm PAHH, ZAH switch, BDV-222
	Asset	1	3	3	
	Environtment	1	3	3	
	Reputation	1	3	3	
Kebocoran atau kerusakan pada pipa gas	Injury	5	3	15	Operator terlatih, <i>Preventive Maintenance</i>
	Asset	2	3	6	
	Environtment	1	3	3	
	Reputation	5	3	15	

4.4 Analisis HAZOP

Dari hasil analisis HAZOP yang telah dilakukan, menunjukan bahwa risiko yang dapat terjadi pada unit *gas scrubber V-222* terbagi menjadi empat kategori dengan persentase sebagai berikut :

Rendah = 25 %

Menengah = 37.5%

Tinggi = 37.5%

Sangat Tinggi = 0 %

Untuk mengurangi resiko tinggi yang ada, maka *risk ranking* yang termasuk kategori tinggi akan dianalisis kembali dengan metode LOPA.

4.5 Layer of Protection Analysis (LOPA)

Protection layer terdiri atas *general process design*, *Basic Process Control System* (BPCS), *alarm*, serta *additional mitigation layer*. *General process design* merupakan salah satu *protection layer* dengan probabilitas kegagalan yang kecil. BPCS merupakan salah satu *protection layer* yang bertujuan mengevaluasi jalannya *access control* serta sistem keamanan yang memiliki pengaruh besar terhadap kesalahan yang dilakukan oleh manusia. *Alarm* merupakan *protection layer* tingkat kedua setelah BPCS. *Alarm* diaktifkan oleh BPCS dan bergantung pada operator. *Additional mitigation layer* merupakan salah satu *protection layer* yang bersifat mekanikal, struktural atau sesuai prosedur yang bertujuan mencegah atau menjaga terjadinya bahaya awal.

Tabel 4.5 Hasil ICL

<i>Impact Event Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	λ/Jam	λ/Tahun	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
Proses V-222 terhenti, Penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terputus	FCV 221-1 Failed to close	$8,14 \cdot 10^{-5}$	0,710	0,489	0,510
	SDV 221 failed to close	$5,09 \cdot 10^{-5}$	0,446	0,363	0,637
Liquid terbawa ke V-231, dapat merusak V-231	LCV 222 Failed to close	$6,28 \cdot 10^{-5}$	0,550	0,576	0,424
Dapat menyebabkan pecah, ledakan atau kerusakan pada pipa gas	BDV 222 kegagalan fungsi	$6,52 \cdot 10^{-5}$	0,571	0,564	0,436

4.5.1 Perhitungan LOPA

➤ ***Impact Event Description*** : Proses V-222 terhenti,

Penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terputus

Initiating Cause (1) : FCV 221-1 Failed to close

- ICL** : 0.510230339
 • λ/Jam = 8.14863×10^{-5}
 • λ/Tahun = 0.723820078
 • *Reliability (R)* = $e^{-\lambda t}$ diperoleh 0.4898769 (t setahun)
 Layer Proteksi :
 • *Desain Proses* = 0.1
 • BPCS = 0.1
 • Alarm = 1
 • *Additional mitigation restricted access* : 0.5
 ➤ *Probability of Fatal Injury (P_{tr})* = 1 (Operasi kontinyu)
 * Probability of Fatal Injury (P_{tr}) = 1 (Operasi kontinyu)
 * Probability of Personal in Affected Area (P_p)

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

- *Additional mitigation Dike (Bunds)*, PRV = 0,01
 $IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$
 $IEL = 0.510230339 \times 0.1 \times 0.1 \times 1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$
 $IEL = 2.5115 \times 10^{-5}$
 Rasio LOPA = $\frac{TMEL}{IEL}$ dengan TMEL = 1×10^{-5}
 Rasio LOPA = $1 \times 10^{-5} / 2.5115 \times 10^{-5} = 0.293625$
 Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai NO SIL.

- ***Impact Event Description*** : Proses V-222 terhenti, Penjualan gas ke pelanggan berkurang atau terputus
- Initiating Cause (1)*** : SDV 221-1 Failed to close
- ICL** : 0.6372303
 • λ/Jam = 5.09×10^{-5}
 • λ/Tahun = 0.446878

- *Reliability (R)* = $e^{-\lambda t}$ diperoleh 0.363003 (t setahun)
Layer Proteksi :
 • *Desain Proses* = 0.1
 • BPCS = 1
 • *Alarm* = 0.1
 • *Additional mitigation restricted access* : 0.5
- *Probability of Fatal Injury* (P_{tr}) = 1 (Operasi kontinyu)
 - * Probability of Fatal Injury (P_{tr}) = 1 (Operasi kontinyu)
 - * Probability of Personal in Affected Area (P_p)

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

- *Additional mitigation Dike (Bunds)*, PRV = 0,01
 $IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_1 \times P_{tr}$
 $IEL = 0.6372303 \times 0.1 \times 0.1 \times 1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$
 $IEL = 1.801 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA = $\frac{TMEL}{IEL}$ dengan $TMEL = 1 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA = $1 \times 10^{-5} / 1.801 \times 10^{-5} = 0.55509$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai NO SIL.

- *Impact Event Description* : Liquid terbawa ke V-231, dapat merusak V-231

Initiating Cause (1) : LCV 222 Failed to close

ICL : 0.472149

- λ/Jam = 6.28×10^{-5}
- λ/Tahun = 0.5509433
- *Reliability (R)* = $e^{-\lambda t}$ diperoleh 0.576405 (t setahun)
Layer Proteksi :
 • *Desain Proses* = 0.1

- BPCS = 1
- Alarm = 0.1
- Additional mitigation restricted access : 0.5
 - Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Operasi kontinyu)
 - * Probability of Fatal Injury (P_{tr}) = 1 (Operasi kontinyu)
 - * Probability of Personal in Affected Area (P_p)

$$Pp = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

- Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0,01
 $IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_t \times P_{tr}$
 $IEL = 0.509433 \times 0.1 \times 0.1 \times 1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$
 $IEL = 2.1791 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA = $\frac{TMELO}{IEL}$ dengan TMELO = 1×10^{-5}

Rasio LOPA = $1 \times 10^{-5} / 2.1791 \times 10^{-5} = 0.4721499$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai NO SIL.

- **Impact Event Description** : High pressure at V-222 may result vessel rupture or V-222 explode

Initiating Cause (1) : BDV 222 Function failed

ICL : 0.4351556

- λ/Jam = 6.52×10^{-5}
- λ/Tahun = 0.57112050
- **Reliability (R)** = $e^{-\lambda t}$ diperoleh 0.5640844 (t setahun)
- Layer Proteksi :
- **Desain Proses** = 0.1
- BPCS = 1
- Alarm = 0.1

- Additional mitigation restricted access : 0.5
 - Probability of Fatal Injury (P_{tr}) = 1 (Operasi kontinyu)
 - * Probability of Fatal Injury (P_{tr}) = 1 (Operasi kontinyu)
 - * Probability of Personal in Affected Area (P_p)

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

- Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0,01

$$\text{IEL} = \text{ICL} \times \text{PFD}_1 \times \text{PFD}_2 \times \dots \times \text{PFD}_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$\text{IEL} = 0.4351556 \times 0.1 \times 0.1 \times 1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$$

$$\text{IEL} = 2.175 \times 10^{-5}$$

Rasio LOPA $= \frac{T\text{MEL}}{\text{IEL}}$ dengan $T\text{MEL} = 1 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA $= 1 \times 10^{-5} / 2.175 \times 10^{-5} = 0.55509$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai NO SIL.

impact event bernilai SIL 0. Hal ini menunjukan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses dapat tereduksi oleh *protection layer*. Untuk meningkatkan SIL atau meningkatkan nilai reduksi resiko maka dilakukan penambahan layer proteksi sebagai berikut :

- **Impact Event Description** : Dapat menyebabkan pecah, ledakan atau kerusakan pada pipa gas
- **Initiating Cause (1)** : BDV 222 Function failed

- Layer Proteksi :
- Desain Proses = 0.1
 - BPCS = 0.1
 - Alarm = 0.1

Dengan rasio LOPA : Rasio LOPA = $1 \times 10^{-5} / 2.175 \times 10^{-6} = 5.5509$

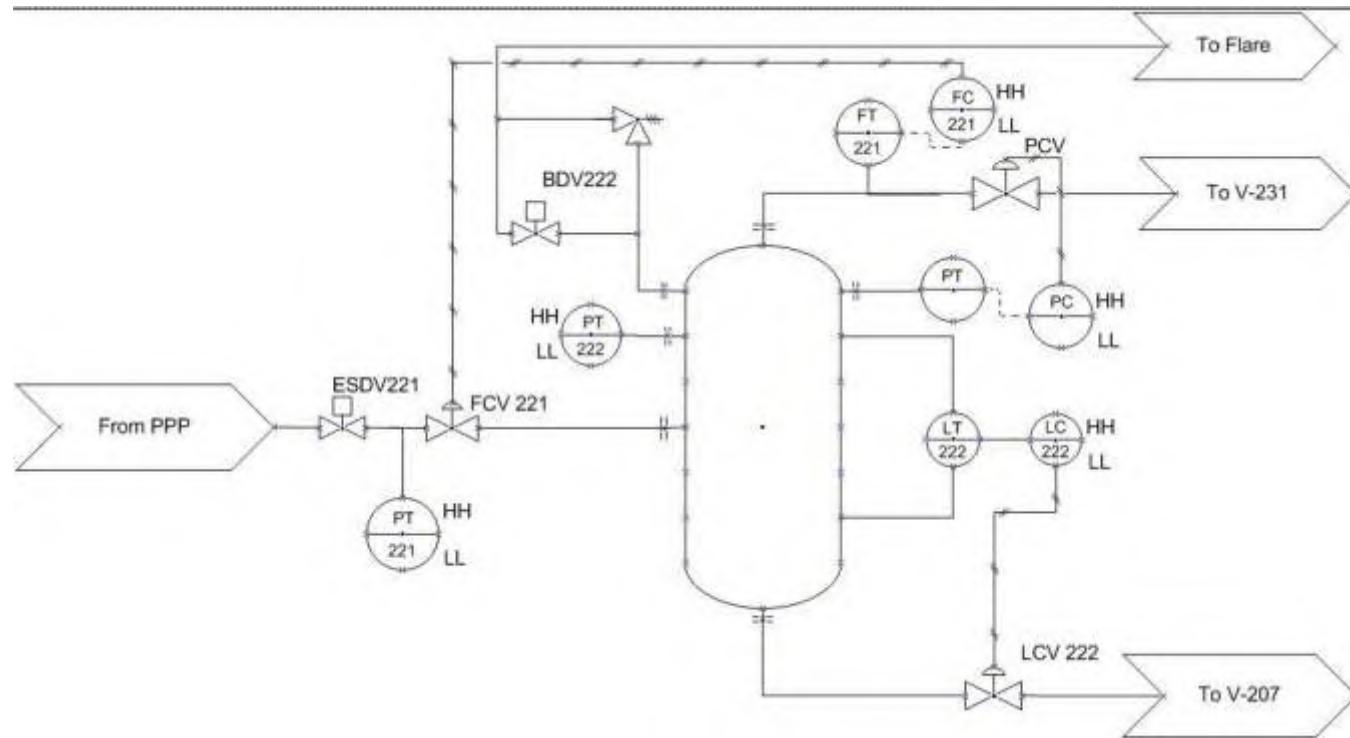
SIL = NR

Ini berarti frekuensi yang dihasilkan dari konsekuensi, dievaluasi cukup aman,

Maka dari itu rekomendasi yang dilakukan untuk meningkatkan nilai SIL atau meningkatkan tingkat reduksi resiko yang dapat terjadi dengan menambahkan layer proteksi yang belum tersedia agar PFD pada node *gas scrubber* menjadi NR berikut layer proteksi untuk penambahan adalah sebagai berikut :

- BPCS untuk pengendalian variabel *pressure*
- ALARM HH LL pada pengendalian *flow* dan *Level*

LAMPIRAN A



LAMPIRAN B

Hasil Wawancara

Wawancara dengan Bapak Indra Basuki selaku FEI engineer berlangsung pada hari Kamis, 28 April 2016 di ruang *meeting room* 4 PT.Pertamina Hulu Energi West Madura Offshore. Wawancara ini membahas mengenai validasi data untuk kategori *likelihood* dan *consequence*. Adapun hasil validasi data mengenai *likelihood* dan *consequence* seperti pada lampiran.

Berdasarkan *Worksheet HAZOP*, komponen yang mempunyai *high risk* adalah PT 221 PT 222 FT 221, SDV 221 dan FCV 221 yang ada pada node *Gas Scrubber*. Ketiga instrument tersebut memiliki fungsi fatal, karena jika gagal, akan mematikan penjualan gas atau mengurangi kualitas gas yang akan dijual langsung ke PT.PGN dan PT PJB.

Dalam proses pengamanan terdapat *BPCS*, SIS dan alarm. Final control SIS element berupa SDV 221 dan BDV 222.

Mengetahui,

Indra B

Bpk. Indra Basuki
FEI Engineer PT.PHE WMO

LAMPIRAN C

Data Process PT-222 (psi)

Hari (SAMPEL)	SUB GRUP (Jam)											
	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22
1	405	407	406	407	406	403	404	405	403	401	384	385
2	381	388	363	339	350	388	389	387	384	395	381	380
3	385	395	396	394	396	395	399	395	394	395	389	390
4	391	394	395	393	395	394	395	396	396	394	395	398
5	400	378	346	328	360	387	408	402	404	405	406	406
6	407	411	378	341	386	411	410	411	412	411	409	409
7	408	412	411	411	408	411	414	412	410	411	413	411
1	410	411	412	411	410	409	406	405	404	402	402	403
2	403	402	402	402	404	395	391	376	371	371	375	375
3	377	367	374	379	387	388	397	372	372	383	383	383
4	385	384	385	381	381	382	398	391	389	401	401	402
5	402	402	402	403	401	402	410	403	403	401	403	401
6	404	403	404	404	407	396	407	407	409	405	405	403
7	401	408	402	358	378	407	409	403	403	402	400	401
1	399	398	398	356	397	408	409	410	407	406	405	405
2	407	407	407	407	409	408	408	407	407	409	401	400
3	402	405	405	407	406	406	406	400	406	408	408	408
4	408	407	407	408	409	409	407	407	407	407	407	407
5	410	389	359	332	372	409	407	407	407	407	407	407
6	407	407	363	334	365	380	387	359	370	369	368	406
7	403	407	405	406	406	407	405	405	406	405	404	402
1	406	394	400	402	400	401	409	400	401	399	399	400
2	400	403	407	406	405	376	360	385	410	395	379	391
3	397	396	396	394	391	383	393	383	384	383	382	383
4	386	349	318	354	391	391	392	386	386	384	380	380
5	381	357	326	347	386	385	384	382	383	383	383	384
6	386	388	387	390	388	387	380	372	361	356	355	356
7	356	359	361	362	367	365	376	356	356	354	354	356

Data Proses LT-222 (%)

Hari (SAMPEL)	SUB GRUP (Jam)											
	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22
1	16.25	16.43	16.67	16.79	16.91	17.09	17.27	17.45	17.63	17.81	17.91	17.99
2	18.12	18.31	18.49	18.67	18.89	19.03	19.22	19.34	19.39	19.41	19.52	19.69
3	19.78	19.92	19.78	19.89	19.92	19.98	20.07	20.13	20.19	29.22	20.39	20.45
4	20.56	20.78	20.92	21.09	21.21	21.34	21.56	21.71	21.92	22.08	22.31	22.52
5	22.76	22.92	23.12	23.24	23.41	23.57	23.69	23.92	24.13	24.32	24.58	24.73
6	24.96	25.11	25.35	25.52	25.79	25.98	26.17	26.39	26.48	26.78	26.92	27.06
7	27.16	27.34	27.52	27.76	27.91	28.08	28.31	28.55	28.78	29.03	29.15	29.27
8	29.36	29.52	29.68	29.83	29.99	30.17	30.48	30.69	30.85	31.02	31.19	31.36
9	31.56	31.77	31.92	32.11	32.36	32.58	32.73	32.98	33.1	33.29	33.49	33.61
10	33.79	33.88	33.99	34.08	34.15	34.37	34.49	34.58	34.69	34.81	34.97	35.07
11	35.18	35.27	35.38	35.47	35.61	35.84	35.97	36.09	36.21	36.44	36.57	36.71
12	36.89	37.01	37.19	37.34	37.49	37.65	37.88	38.07	38.19	38.31	38.49	38.73
13	38.94	39.11	39.27	39.43	39.59	39.74	39.95	40.11	40.32	40.49	40.71	40.87
14	41.02	41.19	41.34	41.58	41.72	41.91	42.07	42.29	42.51	42.74	42.91	43.06
15	43.15	43.29	43.46	43.78	44.02	44.28	44.43	44.65	44.79	44.91	45.03	14.07
16	14.23	14.39	14.55	14.71	14.88	15.03	15.24	15.39	15.54	15.74	15.91	16.08
17	16.29	16.35	16.53	16.72	16.94	17.18	17.42	17.53	17.71	17.96	18.11	18.38
18	18.52	18.77	18.95	19.14	19.37	19.59	19.77	19.98	20.11	20.33	20.46	20.68
19	20.89	21.03	21.17	21.28	21.48	21.61	21.83	21.97	22.1	22.32	22.51	22.73
20	22.92	23.09	23.26	23.44	23.62	23.81	23.99	24.16	24.37	24.56	24.73	24.95
21	25.07	25.25	25.43	25.61	25.82	25.98	26.19	26.43	26.61	26.84	26.97	27.08
22	27.27	27.34	27.49	27.63	27.78	27.92	28.08	28.23	28.39	28.54	28.68	28.89
23	29.06	29.22	29.41	29.58	29.75	29.91	30.05	30.21	30.34	30.48	30.55	30.71
24	30.92	31.04	31.2	31.33	31.45	31.53	31.62	31.74	31.89	32.01	32.13	32.25
25	32.44	32.62	32.84	32.95	33.11	33.38	33.57	33.72	33.85	33.98	34.15	34.31
26	34.46	34.52	34.59	34.7	34.82	34.96	35.11	35.27	35.43	35.58	35.74	35.92
27	36.07	36.24	36.41	36.61	36.79	36.97	37.15	37.24	37.33	37.41	37.52	37.65
28	37.8	37.92	38.06	38.17	38.29	38.43	38.55	38.64	38.77	38.89	39.02	39.15

Data Process FT-221 (m³/h)

Hari	SUB GRUP (Jam)

(SAMPEL)	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22
1	68.46	68.15	68.36	68.37	69.89	68.92	68.36	68.37	69.89	67.92	65.02	65.16
2	64.45	66.97	65.98	53.32	67.08	66.98	67.09	67.12	66.02	64.58	64.45	64.37
3	64.73	64.54	64.74	64.4	64.75	64.56	64.44	64.57	64.4	64.56	62.41	63.29
4	62.87	64.4	64.56	64.24	64.56	64.4	64.56	64.73	64.73	64.45	65.6	66.23
5	67.76	60.8	54.32	49.86	58.98	63.37	69.52	68.92	67.29	68.09	68.37	68.48
6	68.51	70.68	62.78	51.49	72.01	71.89	73.7	71.09	72.49	70.76	69.29	69.89
7	68.29	70.28	69.98	69.99	68.31	70.01	72.27	70.87	70.9	69.89	72.01	70.29
1	69.87	70.08	70.29	70.18	69.75	68.78	66.52	66.41	66.24	65.87	65.78	65.92
2	65.93	65.79	65.78	65.79	66.82	63.2	62.12	61.18	59.89	59.98	60.64	60.64
3	60.98	58.28	60.21	60.8	62.87	63.14	61.98	60.04	60.05	62.05	62.07	62.09
4	62.13	62.09	62.16	61.87	62.09	62.08	64.89	63.91	63.86	65.89	65.91	66.89
5	66.87	66.87	66.88	67.01	66.02	66.78	66.43	67.04	69.98	66.07	67.09	66.08
6	67.28	67.02	67.31	67.32	67.98	69.82	67.98	67.98	69.37	67.52	67.56	67.03
7	66.76	69.91	66.9	50.49	67.99	68.01	69.78	67.03	67.04	67.09	65.98	66.29
1	65.72	65.35	57.87	52.45	61.01	68.45	68.57	71.76	68.52	68.39	68.01	67.95
2	68.59	68.61	68.6	68.61	68.98	68.78	71.86	68.59	68.58	68.91	65.56	65.14
3	65.34	67.08	67.12	68.49	68.32	70.87	72.35	65.12	68.28	68.71	68.86	68.86
4	68.81	68.33	68.33	68.45	68.96	68.96	70.17	68.33	68.33	68.31	68.31	68.33
5	69.58	54.67	50.98	52.81	61.59	68.91	70.29	68.31	68.32	68.33	68.33	68.33
6	68.33	68.34	59.33	51.49	70.11	52.94	53.94	53.12	51.49	52.94	53.94	68.23
7	67.05	67.98	67.52	67.77	67.76	67.77	72.62	71.67	67.76	67.49	67.33	67.77
1	67.77	65.38	65.08	65.39	65.08	65.17	65.41	65.07	65.17	64.91	64.91	65.06
2	65.06	65.78	67.98	67.78	67.56	65.98	65.05	65.05	64.53	65.14	61.96	63.91
3	64.52	64.34	64.34	64.34	63.92	62.67	68.71	62.51	62.72	62.51	62.45	62.67
4	63.05	56.31	49.03	50.67	54.24	63.92	64.09	63.06	63.06	62.72	62.02	62.02
5	62.18	55.34	49.85	49.03	57.89	62.78	62.61	62.28	62.45	62.45	62.44	62.76
6	63.05	63.38	63.26	63.75	63.47	63.32	62.11	60.81	59.01	58.19	58.03	58.19
7	58.19	58.68	59.01	57.89	56.78	58.97	61.39	58.18	58.18	57.88	57.88	58.17

LAMPIRAN D
DATA MAINTENANCE



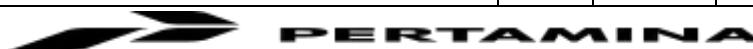
Equipment Tag No : SDV 221

Equipment Location : ORF

Job Description : Maintenance

Measured by : Instrument Technician

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	Parameter			
			Day	Hour			λ/jam	λ/tahun	R	f/tahun (P=1-R)
1		7-May-11	0	0	perbaikan di bengkel ganti solenoid	1960 8	5.1E-05	0.4467564 3	0.639699 7	0.36030029 6
2	9-Mar-13	9-Mar-13	672	16128						
3	27-Oct-15	27-Oct-15	962	23088						



Equipment Tag No : BDV 222

Equipment Location : ORF

Job Description : Maintenance

Measured by : Instrument Technician

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	Parameter			
			Day	Hour			λ/jam	λ/tahun	R	f/tahun (P=1-R)
1		7-May-11	0	0	ganti solenoid perbaikan di bengkel	1533 6	6.5206E -05	0.5712050 1	0.564844 4	0.43515561 3
2	9-Dec-13	9-Dec-13	947	22728						
3	5-Nov-14	5-Nov-15	331	7944						

Equipment Tag No : FCV 221

Equipment Location : ORF



Job Description : Maintenance

**Measured by : Instrument
Technician**

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	Parameter			
			Day	Hour			λ/jam	λ/tahun	R	f/tahun (P=1-R)
1		7-May-11	0	0		1227 2	8.1486E -05	0.7138200 8	0.489769 7	0.51023033 9
2	8-Jan-14	8-Jan-14	977	23448	ganti positioner (valve tidak bisa berfungsi ketika di beri signal control room)					
3	12-Feb-15	12-Feb-15	400	9600	perbaikan di bengkel					
4	19-Jul-15	19-Jul-15	157	3768	Install smart positioner					

Equipment Tag No : LCV 222

Equipment Location : ORF



Job Description : Maintenance

**Measured by : Instrument
Technician**

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	Parameter			
			Day	Hour			λ/jam	λ/tahun	R	f/tahun (P=1-R)
1		7-May-11	0	0		1590 0	6.2893E -05	0.5509434	0.576405 8	0.42359422 5
2	15-Feb-13	15-Dec-13	650	15600	perbaikan di bengkel					
3	21-Oct-15	21-Oct-15	675	16200	perbaikan di bengkel					

Equipment Tag No : PT 221



Equipment Location : ORF

Measured by : Instrument Technician

Job Description : Maintenance

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	λ
			Day	Hour			

1		7-May-11	0	0		20004	4.999E-05
2	13-Dec-11	13-Dec-11	220	5280	perbaikan tubing		
3	29-Nov-15	29-Nov-15	1447	34728	ganti manifold dan kalibrasi		



Equipment Tag No : PT 222

Equipment Location : ORF

Job Description : Maintenance

Measured by : Instrument
Technician

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	λ
			Day	Hour			
1		7-May-11	0	0	kalibrasi set range perbaikan (ganti dengan spare) pergantian range di os	11056	9.0449E-05
2	1-Aug-11	3-Aug-11	86	2064			
3	9-Jan-12	9-Jan-12	159	3816			
4	19-Feb-15	19-Feb-15	1137	27288			

Equipment Tag No : LT 221

Equipment Location : ORF

Job Description : Maintenance

Measured by : Instrument
Technician

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	λ
			Day	Hour			
1		7-May-11	0	0	tidak terbaca perbaikan di os	14256	7.0146E-05
2	2-Jun-12	2-Jun-12	392	9408			
3	7-Aug-14	7-Aug-14	796	19104			



Equipment Tag No : FT 221

Equipment Location : ORF

Job Description : Maintenance

Measured by : Instrument
Technician

No	Start	Completion	TTF		Aktivitas	MTTF	λ
			Day	Hour			
1		7-May-11	0	0	kalibrasi ulang set range perbaikan	18300	5.4645E-05
2	10-Sep-13	10-Sep-13	857	20568			
3	10-Jul-15	10-Jul-14	668	16032			

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Jakarta pada tanggal 16 Maret 1994, merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Dalam riwayat pendidikannya penulis telah menamatkan pendidikan formal dari SDI Cikal Harapan BSD, SMP Negeri 8 Kota Tangerang Selatan, SMA Negeri 2 Kota Tangerang Selatan dan diterima melalui jalur mandiri di Jurusan Teknik Fisika ITS Surabaya tahun 2012. Saat masa studi, penulis aktif di Himpunan Mahasiswa Teknik FIsika sebagai staf hubungan luar dan Forum Komunikasi Mahasiswa Teknik

Fisika Indonesia sebagai sekretaris jendral. Dalam tugas akhirnya penulis mengambil bidang minat Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol dengan judul *Hazard and Operability Study Berbasis Layer of Protection Analysis Pada Gas Scrubber V-222 PT.Pertamina Hulu Energi West Madura Offshore*.

Penulis memiliki hobi membaca, bermain Futsal, menonton film, dan berorganisasi. Penulis dapat dihubungi melalui email **ilhamrimsky@gmail.com**.

DAFTAR PUSTAKA

- Dennis P. Nolan, P. (1994). *Application of HAZOP and What-if Safety Reviews to the Petroleum, Petrochemical and Chemical Industries*. New Jersey: Noyes Publications.
- Edward M. Marszal, B. A. (2008). Comparison of Safety Integrity Level Selection Methods and Utilization of Risk Based Approaches. In Wiley, *Process Safety Progress* (pp. 189-194). Ohio: Winter.
- Energy, U.S. Department of. (2004). *Chemical Process Hazards Analysis*. Washington,D.C: U.S. Department of Energy.
- Howard, D. (2000). The Basics of Statistical Process Control & Process Behaviour Charting. In J. M. Mal Owen, *Statistical Process Control in the Office*. Kent: Management New Style.
- ISA- The Instrumentation, s. a. (2002). *Safety Instrumented Functions (SIF) - Safety Integrity Level (SIL) evaluation techniques Part 2*. North carolina: The Instrumentation, systems, and automation society.
- John Day, H. T. (2008). A Case Study of Safety Integrity Level Assessment and Verification: Electronics Division Product Line Evaluation and Analysis. In Wiley, *Process Safety Progress* (pp. 185-191). Allentown: Published online 18 december 2007 in Wiley Interscience (www.interscience.wiley.com). DOI 10.1002/prs.10243.
- Johnson, R. W. (2010). Beyond-compliance uses of HAZOP/LOPA studies. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 727-733.
- Lassen, C. A. (2008). *Layer of protection analysis (LOPA) for determination of safety integrity level (SIL)*. Norwegian: The Norwegian University of Science and Technology.
- Mohammad, M. K. (2012). Comparative safety assesment of chlorination unit in Tehran treatment plants with HAZOP & ETBA techniques. *Science Direct*, 27-30.

- Rausand, M. (2004). HAZOP Hazard and Operability Study. In Wiley, *System Reliability Theory (2nd ed)* (pp. 1-44). Norwegian: Department of Production and Quality Engineering University of Sciece and Technology .
- Silvana D. Costa, J. P. (2015). Evaluation Safety Integrity Level Using Layer of Protection Analysis in Recycle Gas First Stage Compressor at PT.Pertamina Persero. *Australian Journal of Basic and Applied Sciences*, 154-163.

